



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA



Estudo da Viabilidade Técnica de uma Proposta para Melhoria da
Unidade de Recuperação de Propeno de um Processo de
Polimerização.

Carolina Garcia Nick
Matrícula: 00136235

Novembro de 2010

CAROLINA GARCIA NICK

Estudo da Viabilidade Técnica de uma Proposta para Melhoria da Unidade de
Recuperação de Propeno de um Processo de Polimerização.

Relatório do Trabalho de Conclusão de Curso
para aprovação na disciplina de Trabalho de
Conclusão de Engenharia Química
Universidade Federal do Rio Grande do Sul
Departamento de Engenharia Química
Escola de Engenharia

Orientador na Instituição
Prof. Dr. Nilo Sérgio M. Cardozo

Orientadores na Empresa
Eng° José Isaías Camaratta da Costa
Eng° César Essig

Porto Alegre
2010

Agradecimentos

Primeiramente, agradeço aos meus pais, Walter e Marlene, a minha família, em especial ao meu namorado, pelo apoio, carinho e compreensão durante todo o curso, em especial nos momentos difíceis.

Em seguida agradeço a UFRGS pelo ensino de qualidade e a todos os professores, especialmente aos do Departamento de Engenharia Química, pelo conhecimento e experiência transmitidos ao longo de minha vivência acadêmica. Agradeço ao meu orientador, Nilo Sérgio M. Cardozo, pela orientação, exaustiva dedicação e paciência.

Por fim, agradeço aos integrantes da empresa aonde este trabalho foi realizado com os quais convivi e aprendi muito durante o período de estágio, em especial aos engenheiros pela inspiração, incentivo e amizade.

Sumário

1. Introdução	1
2. Descrição do Processo.....	3
3. Metodologia.....	5
3.1. Apresentação da proposta básica de melhoria do processo.....	5
3.2. Procedimento especificado para avaliação da proposta.....	6
3.3. Modelagem das colunas B e C.....	7
3.4. Proposta para o Novo Alinhamento.....	8
3.5. Cálculos de NPSH disponível e perda de carga.....	9
4. Resultados.....	10
4.1. Avaliação da capacidade das colunas B e C para de purificação do propeno .10	
4.1.1. Caracterização dos parâmetros atuais de saída da coluna A.....	10
4.1.2. Simulação da operação das colunas considerando a vazão de saída atual da coluna A	11
4.1.3. Simulação da operação das colunas considerando os limites operacionais e as reduções de purgas na coluna A.....	13
4.2. Avaliação da possibilidade de adaptação do sistema de transferência existente na configuração de operação proposta.....	20
4.3. Viabilidade Econômica	22
5. Conclusões.....	24

Lista de Figuras

Figura 1: Esquema simplificado do processo de polimerização.....	3
Figura 2: Esquema de proposta existente de interligação das colunas de purificação..	5
Figura 3: Flowsheet utilizado no ASPEN PLUS.....	8
Figura 4: Esquema do vaso de armazenamento de propeno.	10
Figura 5: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna B para o Caso 1.....	16
Figura 6: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna C para o Caso 1.....	17
Figura 7: Variação da fração molar de propeno e eteno na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna B para o Caso 2.....	17
Figura 8: Variação da fração molar de propeno e eteno na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna C para o Caso 2.....	18
Figura 9: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a variação da vazão de fundo para uma única coluna no Caso 1.	20
Figura 10: Fluxo de Caixa Acumulado.....	23

Lista de Tabelas

Tabela 1: Dados da simulação referentes às Colunas B e C.....	7
Tabela 2: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas.	12
Tabela 3: Resultados da simulação feita com os dados de composição da situação atual da planta.....	12
Tabela 4: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas para o Caso 1.	14
Tabela 5: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas para o Caso 2.	14
Tabela 6: Vazões de refluxo e de fundo da Coluna B para os dois casos estudados. .	14
Tabela 7: Resultados da simulação de duas colunas para o Caso 1.....	15
Tabela 8: Resultados da simulação de duas colunas para o Caso 2.....	15
Tabela 9: Resultados da simulação de uma coluna para Caso 1.	19
Tabela 10: Resultados da simulação de uma coluna para Caso 2.	19
Tabela 11: NPSH disponível de cada bomba estudada.....	21
Tabela 12: Acessórios necessários e seus Leq/D.	21
Tabela 13: Perda de carga localizada para cada tubulação e perda de carga total.	22
Tabela 14: VPL e Fluxo de Caixa Acumulado do projeto.....	23

RESUMO

Na planta de polimerização estudada o sistema de recuperação de propeno é ineficaz. Assim, neste trabalho é analisada a viabilidade técnica de uma alternativa proposta para melhoria deste sistema de recuperação do propeno de reciclo, visando à minimização de custos em função da diminuição de perda de matéria-prima, e a geração de um monômero mais puro. A proposta consiste em alinhar a coluna de recuperação existente a outras duas colunas, também já existentes na unidade, porém sem utilização nos momentos em que se opera no modo de polimerização de propeno, para aumentar o número de estágios teóricos destas colunas e promover uma melhor purificação de propeno. Foram realizadas simulações através do software ASPENPLUS para os dois casos mais críticos da planta em estudo, analisando-se a capacidade de adaptação do sistema atual de transferência entre as colunas para a nova condição de operação. Para o primeiro caso considerado, corrente de alimentação das colunas com alta concentração de hidrogênio em sua composição, constatou-se que é possível ter resultados satisfatórios apenas com o alinhamento de mais uma coluna. Já para o caso com hidrogênio e eteno na composição da corrente de alimentação, uma boa separação apenas ocorre com as duas colunas alinhadas. Este projeto terá um investimento de R\$ 150.000,00 e com a economia de propeno gerada se economizara cerca de R\$ 408.000,00 reais anuais, tendo o investimento amortizado em menos de um ano.

1. Introdução

Nos processos de polimerização é de suma importância a pureza das matérias-primas. Esta pureza favorece a reação, ajudando assim a garantir a qualidade do processo e do produto final. É muito raro não encontrar nas indústrias químicas e petroquímicas ao menos uma etapa de recuperação/separação de matérias-primas. Uma das operações unitárias mais comum de todas as encontradas é a destilação, um processo bastante difundido e muito eficaz.

A planta estudada neste trabalho possui um sistema de recuperação de propeno, o qual já se há comprovado, apresenta limitações em termos de eficiência. Este sistema opera quando há produção de polipropileno, um sistema de recuperação de propano, utilizado no modo de produção de polietileno, também existe na mesma unidade. O sistema de recuperação de propeno é composto por uma torre de lavagem, que possui seções internas recheadas, e é responsável pela lavagem do propeno proveniente do processo. Este monômero, após passar pela etapa de recuperação, é enviado a um vaso de armazenamento onde se mistura ao propeno proveniente da unidade de insumos básicos e esta mistura retorna ao processo, alimentando alguns equipamentos.

O propeno recuperado é alimentado nos reatores onde ocorre a pré-polimerização e a polimerização propriamente dita, sendo assim necessária uma alta pureza neste monômero.

Na produção de alguns produtos necessita-se trabalhar com diferentes concentrações de hidrogênio em cada reator de polimerização. Nestes casos, devido ao fato da recuperação ineficaz o propeno recuperado alimentado nos reatores pode apresentar concentrações de hidrogênio demasiado elevadas com relação ao limite máximo requerido no processo de polimerização.

Outra situação na qual a recuperação ineficiente do propeno prejudica o desempenho do processo é na produção de polímeros com eteno na sua composição. Neste caso, a etapa de pré-polimerização é afetada por resíduos de co-monômero (eteno) e hidrogênio na corrente de propeno recuperado. Devido ao fato do eteno ser mais reativo que o propeno nesta etapa acabam sendo formados polietilenos que modificam o produto final.

Outro problema verificado na configuração atual do processo está no fato de a coluna de recuperação operar com purgas, nas quais há a tentativa de se eliminar o hidrogênio e o co-monômero, porém acaba-se perdendo uma grande quantidade de propeno juntamente com os outros insumos. Neste sentido, deve-se levar em consideração que o propeno representa um dos maiores custos da planta em questão.

Assim, com base nos aspectos discutidos nos parágrafos anteriores, se justificam esforços para que a operação da coluna de separação ocorra de forma estável e que minimize a necessidade de purgas, de modo a reduzir as perdas de propeno.

Dentro do contexto apresentado, o objetivo geral deste trabalho é o de avaliar a viabilidade técnica e econômica de uma alternativa proposta para melhoria do sistema de recuperação do propeno de reciclo, visando à minimização de custos em função da diminuição de perda de matéria-prima, e a geração de um monômero mais puro.

De acordo a este objetivo geral, os seguintes objetivos específicos foram estabelecidos:

- Avaliar duas colunas de separação existentes na planta e que não são atualmente utilizadas na polimerização do propeno com relação ao seu potencial como alternativa de melhoria do processo de recuperação de propeno atualmente utilizado na planta;
- Propor um sistema de transferência da corrente entre a coluna de separação atualmente utilizada no processo de polimerização de propeno e as duas colunas em questão e também da corrente de propeno purificado destas colunas para o vaso de armazenamento de propeno;
- Avaliar economicamente a proposta existente.

2. Descrição do Processo

O processo de polimerização estudado utiliza catalisadores Zigler-Natta no processo de polimerização em massa, ou seja, com o próprio monômero – propeno líquido – sendo o principal componente do meio de reação. A utilização de monômero líquido como meio de polimerização possui vantagens, tais como: alta taxa de polimerização devido à alta concentração de monômero e simplificação do processo, pois desta forma elimina-se a etapa de recuperação de solvente, como acontece em outros processos.

Um esquema do processo é apresentado na Figura 1.

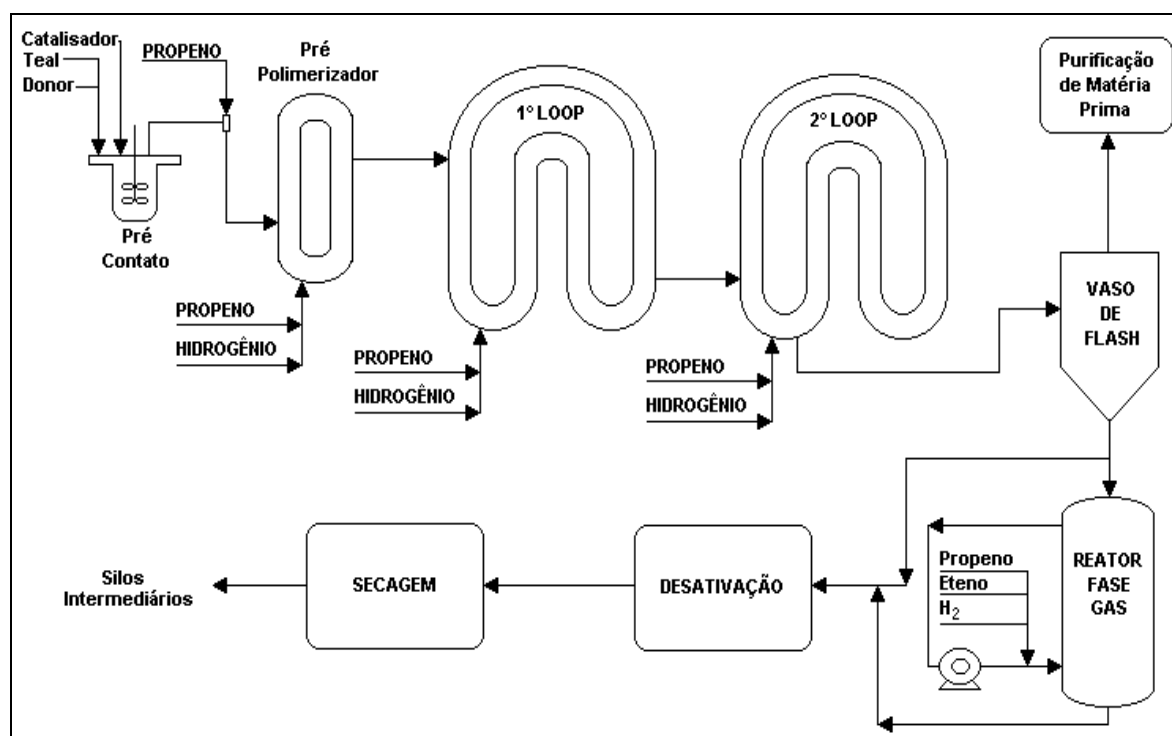


Figura 1: Esquema simplificado do processo de polimerização.

Primeiramente ocorre a ativação do catalisador em um vaso onde são alimentadas correntes de propano, inerte ao processo, co-catalisador e doador de elétrons. As correntes de co-catalisador e doador de elétrons são diluídas em hexano, também inerte, devido a sua baixa vazão de alimentação no processo.

Logo após esta etapa a corrente entra no reator de pré-polimerização onde é adicionado propeno. Esta etapa é muito importante, pois é nela que as partículas catalíticas são revestidas por uma camada de polímero, evitando assim a fragmentação das mesmas ao entrarem nos reatores maiores, que operam em condições mais severas.

Em seguida as partículas são enviadas ao primeiro reator de polimerização, onde são continuamente adicionados propeno e hidrogênio, já misturados previamente, e também o

co-monômero, no caso de copolímeros randômicos. A corrente de descarga deste reator, composta por polímero suspenso em monômero líquido, é transferida para o segundo reator polimerização de forma contínua e lá, também são adicionados os mesmos insumos do primeiro reator. Nestes reatores também é adicionado um anti-estático, utilizado para evitar aderência do polímero formado na parede destes equipamentos.

Faz-se uso de dois reatores de polimerização para aumentar o tempo de residência, melhorando o desempenho e aproveitamento do catalisador utilizado.

Ao final da segunda etapa as partículas polimerizadas suspensas em monômero líquido misturado com hidrogênio e co-monômero são conduzidas através de tubulação aquecida, onde ocorre a vaporização (flasheamento) dos monômeros não reagidos, para um ciclone. Neste ciclone o propeno não-reagido é enviado para o sistema de recuperação e posteriormente é reciclado, enquanto o polímero é enviado para o sistema de desativação e secagem ou, ainda para o reator fase-gás, para uma etapa de polimerização em leito fluidizado.

No sistema de recuperação o propeno não-reagido proveniente do ciclone é encaminhado a uma torre de lavagem com o objetivo de eliminar possíveis finos que tenham sido arrastados. No condensador existente no topo desta torre há uma purga responsável pela eliminação de leves como hidrogênio e eteno, e no refeedor localizado no fundo da torre há outra purga onde são eliminadas as substâncias mais pesadas, tais como hexano, anti-estático, co-catalisador e o doador de elétrons.

3. Metodologia

3.1. Apresentação da proposta básica de melhoria do processo

Devido ao fato de a planta estudada ser uma planta multi-propósito, quando se está operando no modo de polimerização de propeno alguns equipamentos referentes apenas ao modo de polimerização de etileno ficam em estado de hibernação.

Para a operação no modo de polimerização de eteno existe uma unidade de recuperação de propano composta por duas colunas recheadas, que operam em série. Na configuração atual da planta em estudo, estas duas colunas não são utilizadas quando a planta está operando para produção de propeno.

A proposta deste trabalho, representada esquematicamente na Figura 2, para melhorar o sistema de recuperação de propeno é enviar o destilado da coluna existente neste modo de polimerização (Coluna A, Figura 2) para as colunas de separação de propano do modo de polimerização de eteno (Colunas B e C, Figura 2). Esta proposta tem por objetivo aumentar o número de pratos teóricos do processo de destilação, para melhorar a eficiência da separação de leves e, assim, obter uma corrente mais pura de propeno e minimizar as purgas, reduzindo a perda de monômero.

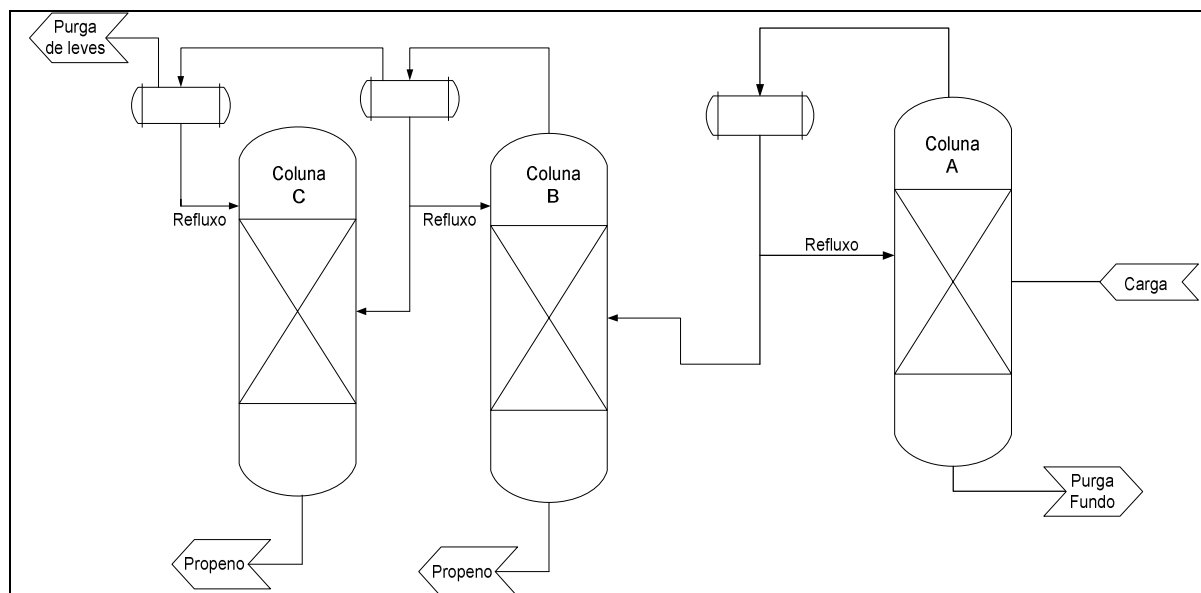


Figura 2: Esquema de proposta existente de interligação das colunas de purificação.

A coluna A é denominada torre de lavagem de propeno. Possui três seções recheadas, um condensador no topo e um refeedor. Promove uma pequena separação dos monômeros e funciona como retentora de finos do processo. Seu recheio é do tipo IMTP em

aço inox. Esta torre possui três pontos possíveis de alimentação, um em cada uma das seções recheadas.

A coluna B é a primeira coluna de destilação de propano do modo de polimerização de eteno. A relação altura/diâmetro é igual a 30, seu número de estágios está entre 30 e 35 e a altura equivalente de prato teórico (HEPT) esta entre 0,25 e 0,30 m. Possui também três seções recheadas, porem com anéis Pall em aço inox.

A coluna C recebe o destilado da coluna B. Sua relação altura/diâmetro é igual a 37, números de estágios teóricos entre 20 e 25 e HETP entre 0,20 e 0,25 m. Esta coluna é menor que a coluna B, possui apenas duas seções recheadas com anéis Pall de aço inox e um número inferior de estágios de equilíbrio.

Na proposta avaliada a purga de topo da Coluna A não deverá existir e a de fundo deverá operar com um valor mínimo, apenas para separar componentes pesados, tais como hexano, anti-estático, co-catalisador e o doador de elétrons. Em resumo, a Coluna A operará basicamente como uma removedora de finos.

3.2. Procedimento especificado para avaliação da proposta

A avaliação da proposta foi feita com base em três etapas básicas: i) avaliação da capacidade das colunas B e C de purificação do propeno, ii) avaliação da possibilidade de adaptação do sistema de transferência existente para a configuração de operação proposta e iii) avaliação da viabilidade econômica da proposta.

Para o estudo da capacidade de separação das colunas B e C, efetuou-se primeiramente o cálculo da composição do destilado e das vazões de purga da Coluna A na condição atual de operação, através de um balanço de massa no vaso de armazenamento de propeno e de dados de operação das válvulas de fundo e de topo da coluna. A partir destes dados foram feitas simulações para se avaliar a capacidade de separação das colunas B e C, tanto com a composição e vazão de saída atuais da coluna A, quanto para uma condição futura, com a minimização das purgas efetuadas atualmente e com a planta operando nas duas condições mais críticas do processo, sendo a primeira com a corrente de propeno com alta concentração de hidrogênio e a outra com hidrogênio e eteno em altas concentrações. A metodologia de simulação das colunas é detalhada na Seção 3.3. O parâmetro de referência para a análise da capacidade de separação de propeno foi uma contaminação máxima de 200 ppm de eteno e ausência de hidrogênio, valores estes estipulados em função das condições necessárias para um bom funcionamento do processo de acordo às características das tecnologias de polimerização utilizadas na planta.

A avaliação da possibilidade de adaptação do sistema de transferência existente na planta a fim de utilizá-lo na nova configuração de operação proposta foi feita através da análise *in loco* do sistema de tubulações e acessórios existentes na planta, definindo-se então um novo alinhamento e fazendo as avaliações correspondentes de NPSH disponível das bombas e perda de carga no alinhamento proposto.

A viabilidade econômica da proposta foi avaliada considerando os seguintes fatores: i) investimento inicial e ii) o potencial de economia de propeno gerado pelo novo modo de operação do sistema de recuperação.

3.3. Modelagem das colunas B e C

Para as simulações foi utilizado o software ASPEN PLUS, versão 2004.1 (13.2.0.2925). O ASPEN PLUS possui uma vasta coleção de modelos para determinação das propriedades termodinâmicas e a escolha do modelo adequado é de grande importância para garantir a acuracidade dos resultados da simulação. A seleção do pacote termodinâmico mais adequado depende de alguns fatores, sendo os principais o tipo de espécie envolvida e de transformações que ocorrem, além das condições de temperatura e pressão ao longo do processo.

Para as simulações deste trabalho foi escolhido o pacote de Soave-Redlich-Kwong, considerado adequado para separação de hidrocarbonetos.

Empregou-se na simulação das colunas B e C o esquema proposto por Orlandini (2006) para a representação do processo no ASPEN PLUS, o qual se mostrou adequado para a representação do processo, reproduzindo os dados de planta com um erro menor que 5% (Orlandini, 2006). Os parâmetros/características das duas colunas e o seu esquema de representação no ASPEN PLUS são apresentados na Tabela 1 e Figura 4, respectivamente. As colunas foram modeladas com o modelo “RadFrac” e a única corrente cuja composição, temperatura e pressão eram conhecidas é a carga da Coluna B, que é a corrente proveniente do destilado da Coluna A.

Tabela 1: Dados da simulação referentes às Colunas B e C.

	Coluna B	Coluna C
Nº de estágios	33	23
Condensador	Parcial-vapor-líquido	Parcial-vapor
Estágio de Alimentação	28	1 e 2

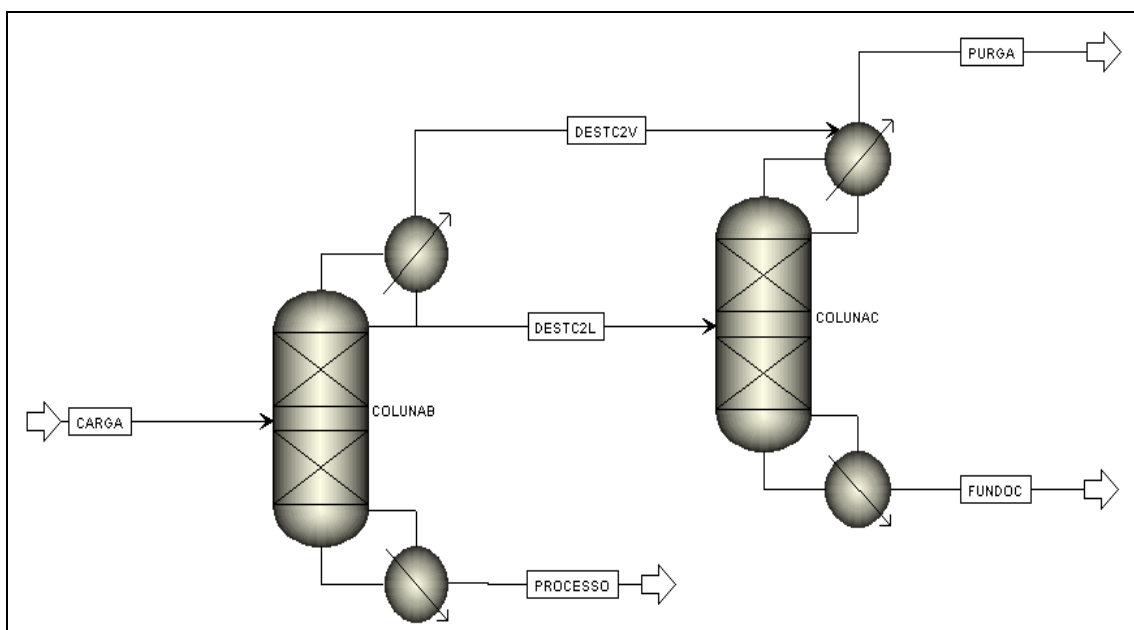


Figura 3: Flowsheet utilizado no ASPEN PLUS.

3.4. Proposta para o Novo Alinhamento

As colunas B e C continuarão interligadas da mesma maneira em que operam atualmente, logo o sistema de transferência de uma coluna para a outra deverá ser mantido, visto que é um sistema fechado. As correntes de interesse são as que saem pelo fundo destas colunas, assim haverá um ponto onde estas se unirão sendo enviadas para o vaso de armazenamento.

A Coluna A continuará operando nas mesmas condições atuais, assim é proposto que a bomba responsável atualmente pela recirculação e pela transferência do propeno desta para o vaso de armazenamento continue sendo utilizado, porém neste caso, para fazer a recirculação e transferência deste propeno para a Coluna B, requerendo-se a instalação de uma nova tubulação para esta finalidade específica.

O sistema composto pelas Colunas B e C possui bombas de recirculação que continuarão sendo utilizadas para este fim e uma bomba responsável pela transferência da corrente de fundo destas colunas para o vaso de armazenamento de propano. É proposto que esta bomba de transferência seja utilizada para levar as correntes de fundo das Colunas para o vaso de armazenamento de propeno, requerendo-se também neste caso a instalação de um novo tramo de tubulação.

As dimensões e os acessórios referentes às duas novas linhas de tubulações são descritos na Seção 4.2 juntamente com os respectivos resultados de perda de carga.

3.5. Cálculos de NPSH disponível e perda de carga.

Para calculo do NPSH disponível foi utilizada a seguinte equação:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{vaso}}{g\rho} + \Delta z(nível\text{líquido} - nível\text{bomba}) - \frac{P_{vapor}}{g\rho} - hf_{sucção} \quad (\text{Equação 1})$$

Para os cálculos de perda de carga distribuída utilizou-se a equação de Darcy (Equação 2), válida para o fluxo líquido numa tubulação, seja laminar, seja turbulento.

$$\Delta P = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Equação 2})$$

onde:

ΔP – Perda de Carga por atrito.

f – fator de atrito de Darcy.

L – Comprimento da tubulação.

D – Diâmetro interno do tubo.

v – velocidade média de escoamento.

g – Aceleração da gravidade.

O fator de atrito de Darcy foi calculado pela correlação de Churchill, equação 3, válida para Re entre 5000 e 10^7 e valores de ε/D entre 0,00004 e 0,05.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} \right) \quad (\text{Equação 3})$$

onde:

f – fator de atrito de Darcy.

D – Diâmetro interno do tubo.

ε – Rugosidade relativa da tubulação.

Re – Número adimensional de Reynolds.

Para o cálculo das perdas de carga localizadas utilizou-se também a equação 2, somente que substituindo L/D por L_{eq}/D , que corresponde ao valor de comprimento equivalente adimensional para o acessório considerado. Estes valores, assim como os resultados de perda de carga localizada estão descrito na Seção 4.3.

4. Resultados

4.1. Avaliação da capacidade das colunas B e C para de purificação do propeno

Nas Seções 4.1.1, 4.1.2 e 4.1.3 são detalhados resultados referentes à avaliação da capacidade das Coluna B e C para purificação de propeno.

4.1.1. Caracterização dos parâmetros atuais de saída da coluna A

Conforme discutido na Seção 3.2, a composição atual de saída da coluna foi determinada com base em um balanço de massa no tanque de armazenamento que recebe o propeno recuperado proveniente da coluna A e o propeno de alta pureza proveniente da unidade de insumos básicos (UNIB). A representação esquemática deste vaso e da instrumentação de interesse nele existente é apresentada na Figura 4.

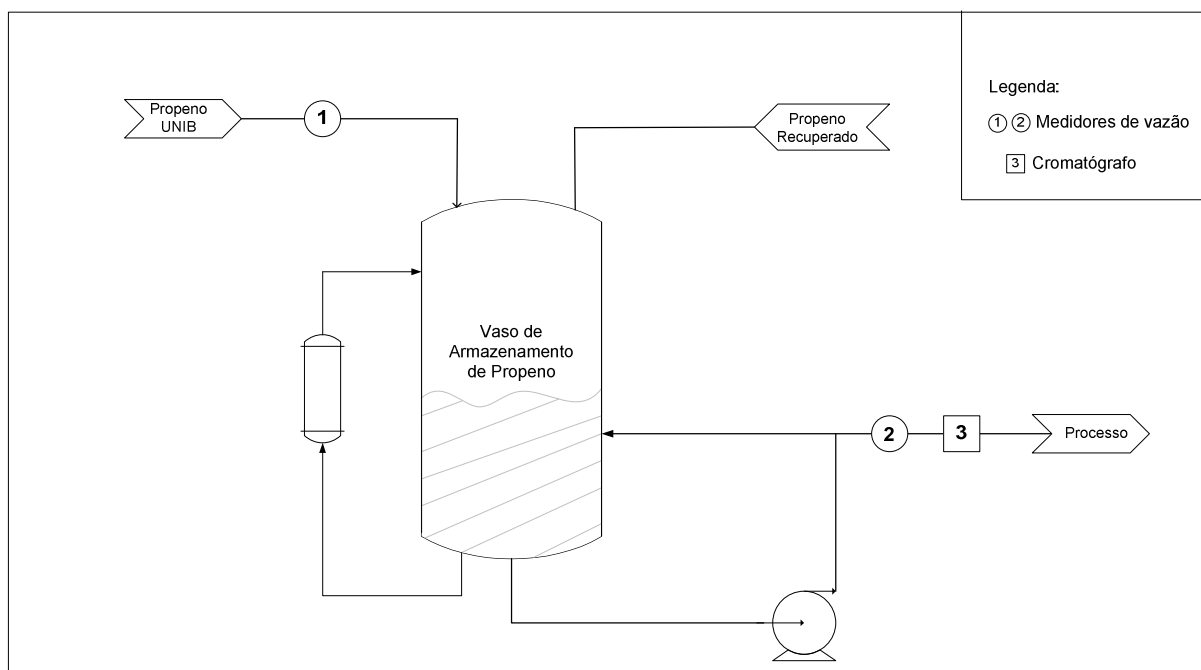


Figura 4: Esquema do vaso de armazenamento de propeno.

Os laudos do propeno proveniente da Unidade de Insumos Básicos atestam que o mesmo possui 99,5 % molar de propeno e 0,5 % molar de propano. Esta corrente é

alimentada no vaso de armazenamento a uma vazão de 180 kg/h. Por outro lado, a análise dos dados do cromatógrafo (Figura 4) indicaram que o propeno enviado ao processo, a uma vazão de 780 kg/h, possui 82 % molar de propeno, 13 % molar de propano, 450 ppm de hidrogênio e 1000 ppm de eteno. Assim, conclui-se através do balanço de massa neste vaso que a coluna A, na sua configuração atual de operação, apresenta uma vazão de 600 kg/h de propeno recuperado cuja composição é de 76,75 % molar de propeno, 16,56 % molar de propano, 585 ppm de hidrogênio e 1300 ppm de eteno.

Deve-se observar que na sua configuração atual, o processo de recuperação de propeno é ineficiente, pois a corrente de propeno recuperado contém eteno e hidrogênio em níveis muito superiores aos limites discutidos na Seção 3.2.

A vazão mássica na purga de topo da Coluna A, indicada pela válvula controladora existente no topo, é de no máximo 25 kg/h, sendo que os dados históricos da unidade indicam que geralmente a purga de topo funciona próximo deste limite. A purga de fundo é controlada de acordo com a temperatura do refeedor, o qual possui uma altura de 880 mm e um diâmetro interno de 500 mm, sendo que caso a temperatura não alcance o valor especificado no processo, a cada 1,5 horas a válvula de fundo abre, fazendo com que o nível da coluna caia cerca de 3 %. Assim, estimou-se o volume eliminado a cada abertura de válvula, chegando a uma vazão de 0,003 m³/h na purga de fundo. Como a densidade do fluido nas condições do processo de aproximadamente 555 kg/m³, a soma das vazões mássicas das purga de topo e de fundo fica em torno de no mínimo 30 kg/h, a qual indica a quantidade aproximada de propeno perdido na configuração atual do processo.

4.1.2. Simulação da operação das colunas considerando a vazão de saída atual da coluna A

Com base nos dados encontrados na Seção 4.1.1 foi realizada a primeira simulação das Colunas B e C com a composição e vazão de saída atuais da coluna A. Os dados das vazões de carga e as vazões de refluxo e de fundo são apresentados na Tabela 2 e os resultados desta simulação na Tabela 3.

Tabela 2: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas.

Corrente de alimentação	Temperatura (°C)	5		
	Pressão (bar)	16		
	Vazão (kg/h)	600		
	Propeno (% molar)	76,75		
	Propano (% molar)	16,56		
	Eteno (% molar)	0,13		
	Hidrogênio (% molar)	0,000585		
Vazões (kg/h)		Coluna B	Coluna C	
	Vazão de Fundo	100	450	
	Vazão de Refluxo	600	500	

Tabela 3: Resultados da simulação feita com os dados de composição da situação atual da planta.

		Correntes					
		Coluna B				Coluna C	
Componentes		CARGA	DESTC2V	DESTC2L	PROCESSO*	FUNDOC*	PURGA
Vazão Mássica kg/h	Propano	110,539	0,874	80,316	29,349	75,132	6,058
	Hidrogênio	0,018	0,006	0,012	Traços	Traços	0,018
	Eteno	0,552	0,02	0,532	Traços	Traços	0,552
	Propeno	488,891	5,076	413,164	70,651	374,868	43,372
Fração Molar	Propano	0,177	0,138	0,156	0,284	0,161	0,115
	Hidrogênio	626 ppm	0,019	519 ppm	Traços	Traços	0,007
	Eteno	0,0014	0,005	0,002	1 ppm	13 ppb	0,016
	Propeno	0,821	0,838	0,842	0,716	0,839	0,861

*Correntes de interesse na simulação.

Os dados da Tabela 3 mostram que as colunas separam muito bem o propeno, o hidrogênio e o eteno, gerando propeno com elevado grau de pureza, que satisfaz os limites requeridos pelo processo (Seção 3.2).

Observa-se ainda que nestas condições, tem-se uma purga de topo elevada na coluna C, gerando um aumento na perda de propeno que, somada à da Coluna A, passa a ser de aproximadamente 90 kg/h. No entanto, deve-se considerar que neste ponto o único interesse era analisar a capacidade de separação. Assim, foram utilizadas neste teste inicial as mesmas especificações de vazão de fundo que são utilizadas atualmente para separação de propano com as colunas B e C, não tendo sido realizado nenhum esforço no sentido de otimizar as condições de operação das colunas e reduzir também as perdas de propeno por meio das purgas. Já na próxima seção, onde o desempenho de separação da nova

configuração é avaliado nos limites operacionais do processo, este aspecto foi também considerado.

4.1.3. Simulação da operação das colunas considerando os limites operacionais e as reduções de purgas na coluna A

Para uma condição futura, com a minimização das purgas efetuadas atualmente e com a planta operando nas duas condições mais críticas do processo, sendo a primeira com a corrente de propeno com alta concentração de hidrogênio (Caso 1) e outra com hidrogênio e eteno (Caso 2), foram feitas simulações para avaliar a capacidade das colunas nestas situações limites. Também foi avaliada a capacidade de se fazer a separação dos insumos utilizando apenas a Coluna B, pois esta é a que apresenta o maior número de estágios teóricos. Em cada simulação realizou-se uma análise de sensibilidade para verificar a capacidade de cada coluna gerar uma corrente de fundo mais rica em propeno.

Nas duas simulações utilizando as Colunas B e C foram analisadas as mesmas condições de operação, variando-se apenas as vazões das correntes de refluxo e de fundo de cada coluna em cada caso. As Tabelas 4 e 5 apresentam as condições utilizadas nas Colunas B e C para os Casos 1 e 2, respectivamente, e as condições da carga de alimentação da Coluna B. As condições utilizadas na Coluna B para os casos em que somente esta coluna foi utilizada são apresentadas na Tabela 6. Cabe salientar que neste último caso, o modo de operação especificado na modelagem no ASPEN/PLUS para o condensador foi “parcial-vapor” e não “parcial-vapor-líquido” como no caso no qual as colunas B e C são utilizadas simultaneamente. Em todos estes testes, a purga de topo da coluna A foi completamente eliminada, enquanto a purga de fundo desta coluna foi mantida no nível operacional mínimo, que é em torno de 2 kg/h.

Tabela 4: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas para o Caso 1.

Corrente de alimentação	Temperatura (°C)	5	
	Pressão (bar)	16	
	Vazão (kg/h)	800	
	Propeno (% molar)	80	
	Propano (% molar)	14	
	Eteno (% molar)	0	
	Hidrogênio (% molar)	1	
Vazões		Coluna B	Coluna C
	Vazão de Fundo	300	495
	Vazão de Refluxo	600	500

Tabela 5: Dados da corrente de carga da coluna B e das vazões de refluxo e de fundo das duas colunas para o Caso 2.

Corrente de alimentação	Temperatura (°C)	5	
	Pressão (bar)	16	
	Vazão (kg/h)	800	
	Propeno (% molar)	80	
	Propano (% molar)	14	
	Eteno (% molar)	2	
	Hidrogênio (% molar)	1	
Vazões		Coluna B	Coluna C
	Vazão de Fundo	200	585
	Vazão de Refluxo	600	500

Tabela 6: Vazões de refluxo e de fundo da Coluna B para os dois casos estudados.

Vazões		Caso 1	Caso 2
	Vazão de Fundo	790	600
	Vazão de Refluxo	500	500

A) Simulações usando as duas colunas

As Tabelas 7 e 8 apresentam os resultados das simulações com a configuração envolvendo o uso das Colunas B e C, para os Caso 1 e 2. Nestas simulações observa-se que a composição de fundo das Colunas nos dois casos estudados ficou dentro dos parâmetros esperados e que a vazão máxima de propeno perdida através de purgas é menor que 5 kg/h. Cabe ressaltar que a diminuição drástica nas perdas de propeno com relação aos resultados da Seção 4.1.2 pode ser atribuída às diferenças nos valores especificados para as vazões de fundo das colunas B e C utilizados nos testes reportados

nesta Seção (Tabelas 4 e 5) com relação aos utilizados na Seção 4.1.2 (Tabela 2). Também vale a pena mencionar que os valores de vazão de fundo reportados nas Tabelas 4 e 5 foram determinados com base em um conjunto prévio de simulações, que baseou-se no seguinte procedimento: i) especificou-se inicialmente a vazão de fundo a partir do valor máximo teórico de propeno que pode ser recuperado, ou seja, o total de propeno proveniente da corrente provinda da Coluna A; ii) em testes subsequentes reduziu-se a vazão de fundo até que a corrente de fundo corresponde-se a um propeno com o nível de pureza desejado.

Tabela 7: Resultados da simulação de duas colunas para o Caso 1.

		Correntes					
		Coluna B				Coluna C	
Componentes		CARGA	DESTC2V	DESTC2L	PROCESSO*	FUNDOC*	PURGA
Vazão Mássica kg/h	Propano	123,91	1,305	59,781	62,823	60,717	0,37
	Hidrogênio	0,405	0,268	0,136	Traços	Traços	0,405
	Propeno	675,686	10,743	427,766	237,177	434,283	4,225
Fração Molar	Propano	0,147	0,071	0,117	0,202	0,118	0,027
	Hidrogênio	0,011	0,318	0,006	Traços	Traços	0,648
	Propeno	0,842	0,611	0,877	0,798	0,882	0,324

*Correntes de interesse na simulação.

Tabela 8: Resultados da simulação de duas colunas para o Caso 2.

		Correntes					
		Coluna B				Coluna C	
Componentes		CARGA	DESTC2V	DESTC2L	PROCESSO*	FUNDOC*	PURGA
Vazão Mássica kg/h	Propano	122,19	1,606	74,91	45,674	76,211	0,305
	Hidrogênio	0,399	0,259	0,14	Traços	Traços	0,399
	Eteno	11,105	0,966	10,135	0,004	<0,001	11,101
	Propeno	666,306	12,313	499,671	154,322	508,789	3,195
Fração Molar	Propano	0,144	0,074	0,121	0,22	0,125	0,01
	Hidrogênio	0,01	0,261	0,005	Traços	Traços	0,293
	Eteno	0,021	0,07	0,026	28 ppm	205 ppb	0,585
	Propeno	0,825	0,595	0,848	0,78	0,875	0,112

*Correntes de interesse na simulação.

Uma vez que estes resultados indicaram a viabilidade técnica do uso desta nova configuração do sistema para separação do propeno, realizou-se então uma análise de sensibilidade dos parâmetros de saída do processo em função da vazão de refluxo, que é o parâmetro de processo que pode ser mais facilmente modificado na planta estudada. Esta análise teve por objetivo avaliar tanto a possibilidade de melhoria adicional com relação aos

resultados apresentados nas Tabelas 7 e 8 , como a estabilidade na qualidade de separação com relação à variações nos parâmetros operacionais.

As Figuras 5 e 6 mostram, a variação das concentrações de hidrogênio e propeno na corrente de fundo da Coluna B e C, respectivamente, em função da variação da vazão de refluxo, para o Caso 1. Da mesma forma, as Figuras 7 e 8 mostram as concentrações de propeno e eteno, respectivamente, em função da vazão de refluxo para o Caso 2, ressaltando-se que para o Caso 2 as concentrações de hidrogênio não são apresentados por que em todas as simulações foram obtidos apenas traços ($<10^{-11}$) deste componente.

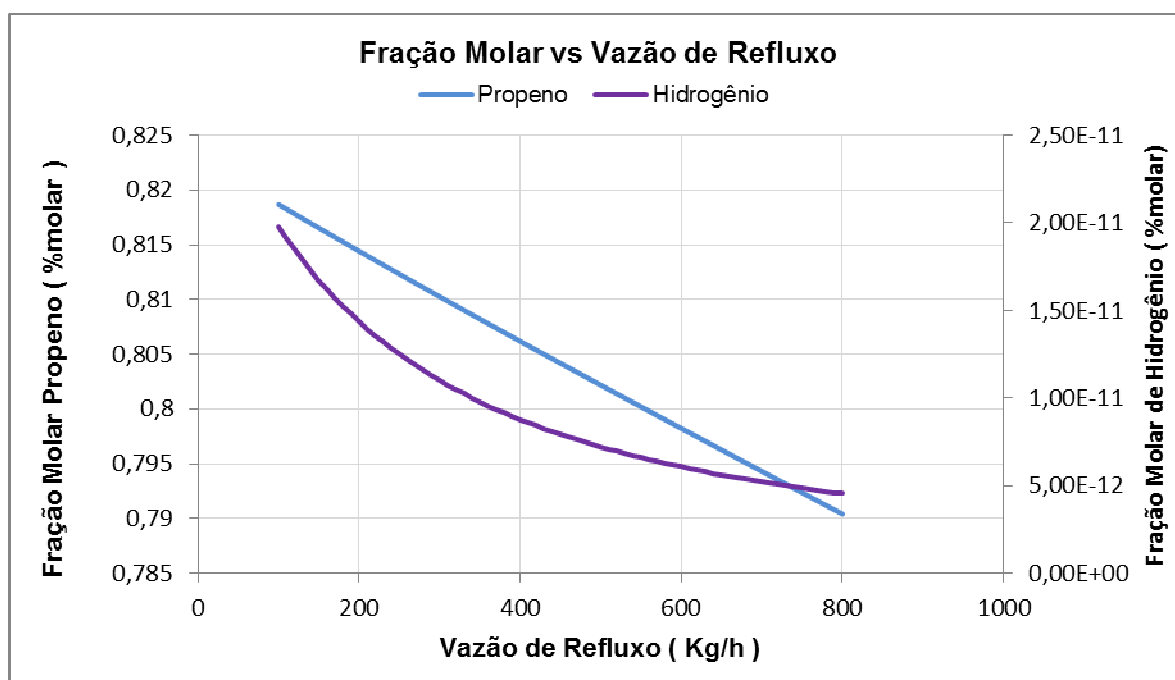


Figura 5: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna B para o Caso 1.

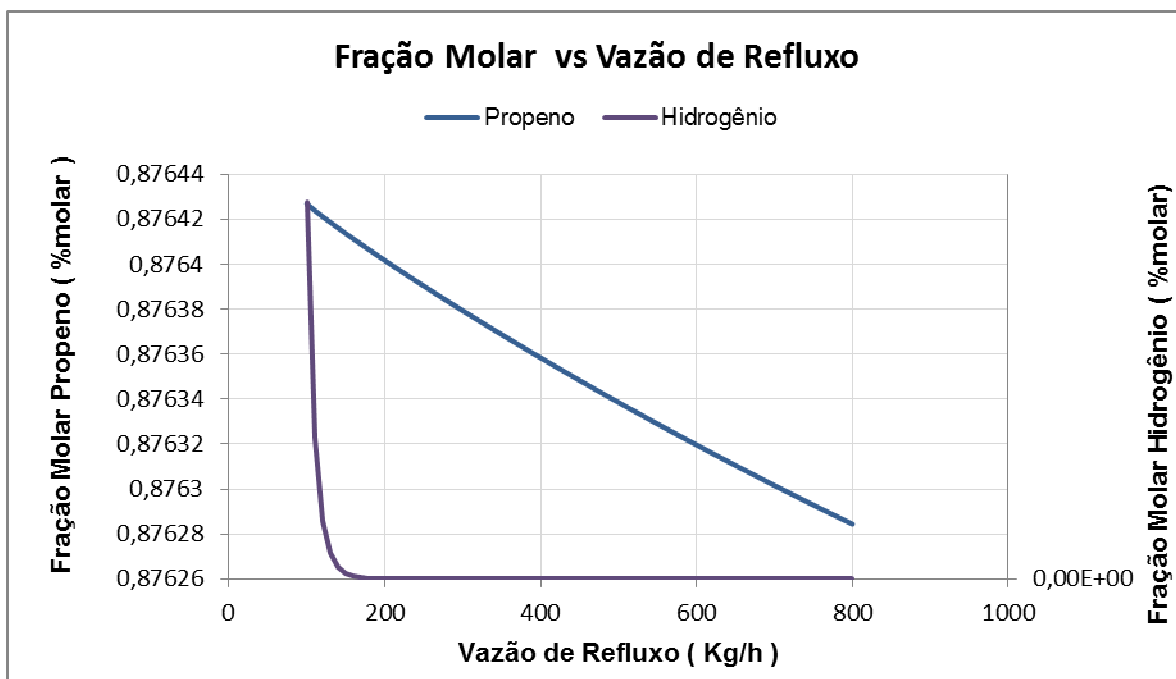


Figura 6: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna C para o Caso 1.

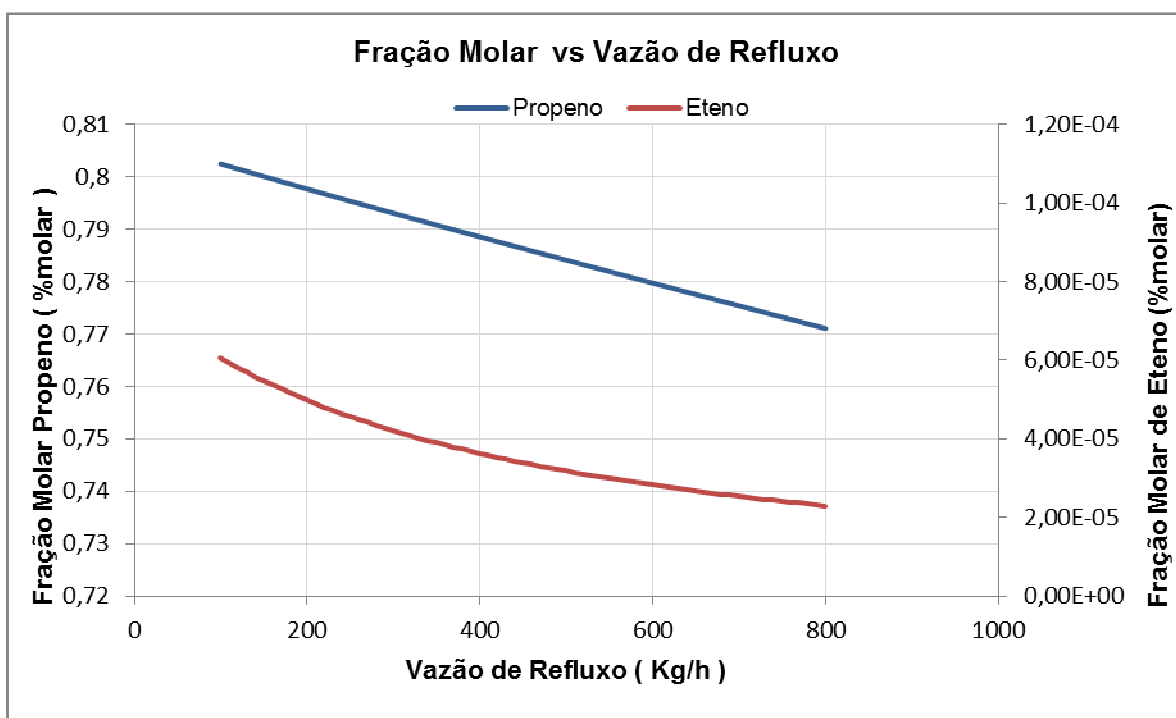


Figura 7: Variação da fração molar de propeno e eteno na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna B para o Caso 2.

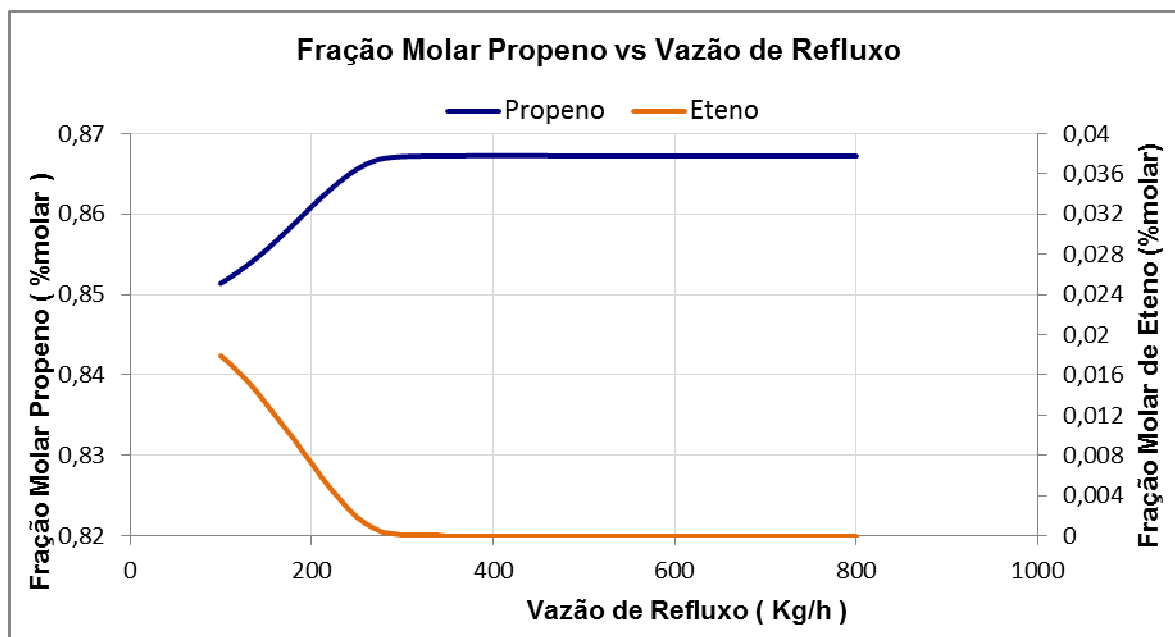


Figura 8: Variação da fração molar de propeno e eteno na corrente de fundo em relação a vazão de refluxo na coluna C para o Caso 2.

Pode-se notar através dos gráficos que a variação da vazão de refluxo pode gerar nas duas colunas uma corrente de fundo mais rica em propeno. Percebemos também que independentemente da vazão de refluxo, a composição da corrente de fundo atinge os parâmetros exigidos, porém dependendo da vazão utilizada se remove menos eteno e hidrogênio das correntes, o que não é considerado um problema visto que o produto não sai da especificação.

B) Simulações usando somente a coluna B

Com a intenção de se avaliar a possibilidade de apenas uma coluna operar, diminuindo assim o gasto operacional foram feitas simulações para o Caso 1 e 2 apenas com a operação da Coluna B. Os resultados são apresentados nas Tabelas 9 e 10. Nota-se que a simulação apenas da Coluna B para o Caso 1 (Tabela 9) apresenta resultados tão bons quanto para a simulação das Colunas B e C em série, atingindo os parâmetros esperados na vazão de interesse, ou seja, apenas traços de hidrogênio ($<10^{-11}$) na sua composição e uma purga aceitável de cerca de 9 kg/h de propeno. Já a simulação para o Caso 2 (Tabela 10) apesar de estar muito próxima aos parâmetros exigidos, com pouco mais de 200 ppm de eteno na composição da corrente de interesse e apenas traços de hidrogênio, possui uma purga de propeno muito superior a que existe na atual operação do sistema de recuperação, chegando a aproximadamente 170 kg/h, inviabilizando esta configuração para este caso

Tabela 9: Resultados da simulação de uma coluna para Caso 1.

Componentes		Correntes		
		Coluna B		
		CARGA	PROCESSO*	PURGA
Vazão Mássica kg/h	Propano	123,91	123,831	0,078
	Hidrogênio	0,405	Traços	0,405
	Propeno	675,686	666,169	9,517
Fração Molar	Propano	0,147	0,151	0,004
	Hidrogênio	0,011	Traços	0,468
	Propeno	0,842	0,849	0,528

*Correntes de interesse na simulação.

Tabela 10: Resultados da simulação de uma coluna para Caso 2.

Componentes		Correntes		
		Coluna B		
		CARGA	PROCESSO*	PURGA
Vazão Mássica kg/h	Propano	122,19	104,026	18,164
	Hidrogênio	0,399	Traços	0,399
	Eteno	11,105	0,103	11,002
	Propeno	666,306	495,872	170,435
Fração Molar	Propano	0,144	0,167	0,082
	Hidrogênio	0,01	Traços	0,039
	Eteno	0,021	259 ppm	0,078
	Propeno	0,825	0,833	0,802

*Correntes de interesse na simulação.

A viabilidade técnica da operação apenas da Coluna B para o Caso 1 foi comprovada e assim, realizou-se também uma análise de sensibilidade dos parâmetros de saída do processo para esta condição. Tendo-se em vista que para o Caso 2 esta configuração não é viável, pois estes resultados somente foram encontrados devido ao fato da corrente de fundo estar manipulada para uma vazão de 600 kg/h, com uma vazão de fundo maior que esta os resultados da composição desta corrente ficam muito fora da especificação, não foi realizada análise de sensibilidade para este caso.

Na Figura 9 temos os resultados da variação das concentrações de hidrogênio e propeno na corrente de fundo da Coluna B em função da vazão de fundo, que foi identificada como a variável mais importante para este modo de operação, já que em todas as simulações obteve-se eliminação quase total e, desta forma, a influência da vazão de refluxo não foi significativa. De acordo aos resultados apresentados na Figura 9, nesta configuração pode-se operar a coluna com uma vazão de fundo de até 799 kg/h, pois o hidrogênio é removido praticamente por completo e sua vazão mássica na corrente de

entrada não ultrapassa 1 kg/h, neste caso a perda de propeno por purgas se reduzirá a valores inferiores a 1 kg/h.

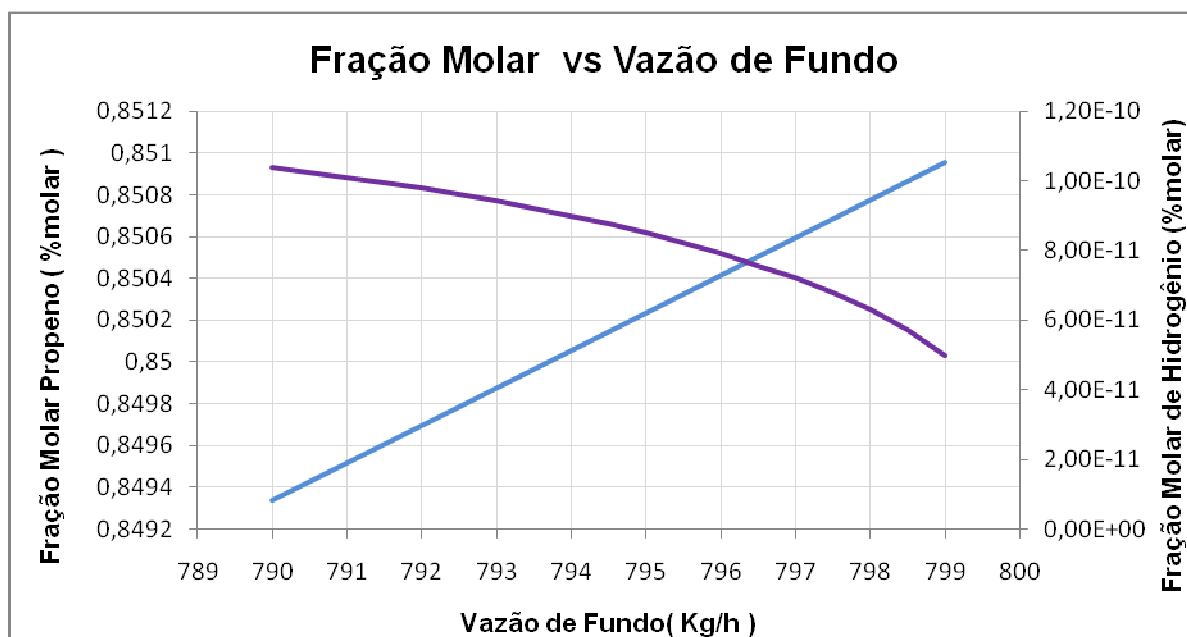


Figura 9: Variação da fração molar de propeno e hidrogênio na corrente de fundo em relação a variação da vazão de fundo para uma única coluna no Caso 1.

4.2. Avaliação da possibilidade de adaptação do sistema de transferência existente na configuração de operação proposta

De acordo às especificações do fabricante, as 5 bombas avaliadas (3 utilizadas no processo e 2 que operarão como bombas reservas), possuem o mesmo NPSH requerido, que é de 0,7 m . A partir desta informação, utilizando a Eq. 1, calculou-se para cada uma das bombas os valores de NPSH disponível, que são apresentados na Tabela 11. Observa-se que todas as 5 bombas existentes poderão ser adaptadas para utilização no novo alinhamento proposto, pois em todos os casos, o NPSH disponível foi maior que o NPSH requerido de cada uma somado de 0,6 m. Após o cálculo do NPSH disponível, através das curvas características de cada bomba foi encontrada a eficiência de cada uma, as quais ficaram na mesma faixa de eficiência atual.

Tabela 11: NPSH disponível de cada bomba estudada.

Bomba	P_{vaso} (Pa)	g (m/s ²)	ρ (kg/m ³)	$\Delta z + P_{\text{VAPOR}} + h_f$ (m)	NPSH _{disponível} (m)
1 e 2	1600000	9,81	478,923023	-336,8105447	3,742886393
3	1600000	9,81	488,28	-325,6842364	8,343122234
4 e 5	1600000	9,81	488,28	-325,6842364	8,343122234

No novo alinhamento proposto o sistema ficou constituído pelos seguintes itens: uma tubulação de Aço Inox 1" sch 40 de cerca de 82 m para unir a Coluna A à Coluna B uma tubulação de Aço Inox 1" sch 40 de cerca de 60 m para unir o fundo das colunas B e C até o vaso de armazenamento; o conjunto de acessórios apresentados na Tabela 12, definido levando em consideração aspectos de funcionalidade e segurança do sistema.

Tabela 12: Acessórios necessários e seus Leq/D.

Acessório	Leq/D	Coluna A - Coluna B	Coluna B/C - Armazenamento
		Quantidade	Quantidade
Cotovelos 90°	30	19	8
Válvula Esfera	600	3	3
"T"	20	1	0
Retenções	55	1	1
Válvula Globo	150	1	0

Como a vazão do fluido é conhecida, facilmente chegou-se a velocidade de aproximadamente 0,6 m/s na linha que liga a Coluna A até a B e 0,65 m/s na linha que liga as Colunas B e C até o vaso de armazenamento de propeno. A densidade encontrada para as correntes em cada um dos alinhamentos foram de 526,22 kg/m³ e 477,5 kg/m³, assim como a viscosidade foi 1,15x10⁻⁴ Pa.s e 8,3x10⁻⁵ Pa.s. A partir destes dados encontrou-se um Número de Reynolds de aproximadamente 100000 para os dois casos.

Com o Número de Reynolds, a rugosidade do aço inox de 0,000015 m e outros dados já citados calculou-se o fator de atrito de Darcy, através da correlação de Churchill (Eq. 3). Os resultados encontrados foram aproximadamente 0,02 para os dois diferentes alinhamentos. Com todos estes dados encontrou-se através da Eq. 2 os resultados de perda de carga distribuída ao longo dos alinhamentos, que foram cerca de 0,05 bar para o alinhamento entre as Colunas A e B e 0,04 bar para o outro alinhamento.

Para o cálculo da perda de carga localizada foi preciso calcular a perda em cada acessório, na Tabela 13 tem-se o resultado de perda de carga localizada para o conjunto de acessórios de cada tubulação e também a perda de carga total do sistema. Nota-se que a

perda de carga total existente na tubulação é menor que 1 bar, viabilizando assim a utilização deste conjunto para este modo de operação.

Tabela 13: Perda de carga localizada para cada tubulação e perda de carga total.

	Coluna A - Coluna B	Coluna B/C - Armazenamento
Perda de Carga localizada (bar)	0,049	0,036
Perda de Carga Total (bar)	0,099	0,076

4.3. Viabilidade Econômica

A viabilidade econômica da proposta foi avaliada considerando o investimento inicial de R\$ 150.000,00, para os gastos com tubulações, acessórios e detalhamento do projeto, e o potencial de economia de propeno gerado pelo novo modo de operação do sistema de recuperação. A economia de propeno neste novo modo de operação em média por ano ficará em torno de 25 kg/h, considerando que a planta em estudo opera aproximadamente 340 dias do ano temos uma economia anual de 204 toneladas de propeno. A média do preço do propeno até este momento neste ano é R\$ 2.000,00/ton, assim temos uma economia anual de R\$ 408.000,00. Abaixo na Tabela 14 apresenta-se os cálculos para o Valor Presente Líquido e do Fluxo de Caixa Acumulado para este projeto. E na Figura 10 podemos ver que o projeto é amortizado em menos de 1 ano, tornando-o viável também economicamente.

Tabela 14: VPL e Fluxo de Caixa Acumulado do projeto.

i	Ano		a_i	FCL	$FCL \times a_i$	Fluxo de Caixa Acumulado
8%	0	2010				R\$ 0,00
	1	2011	1	-R\$ 150.000,00	-R\$ 150.000,00	-R\$ 150.000,00
	2	2012	0,925926	R\$ 408.000,00	R\$ 377.777,78	R\$ 227.777,78
	3	2013	0,857339	R\$ 408.000,00	R\$ 349.794,24	R\$ 577.572,02
	4	2014	0,793832	R\$ 408.000,00	R\$ 323.883,55	R\$ 901.455,57
	5	2015	0,73503	R\$ 408.000,00	R\$ 299.892,18	R\$1.201.347,75
	6	2016	0,680583	R\$ 408.000,00	R\$ 277.677,94	R\$ 1.479.025,70
	7	2017	0,63017	R\$ 408.000,00	R\$ 257.109,21	R\$ 1.736.134,90
	8	2018	0,58349	R\$ 408.000,00	R\$ 238.064,08	R\$ 1.974.198,98
	9	2019	0,540269	R\$ 408.000,00	R\$ 220.429,70	R\$ 2.194.628,69
	10	2020	0,500249	R\$ 408.000,00	R\$ 204.101,58	R\$ 2.398.730,27
	11	2021	0,463193	R\$ 408.000,00	R\$ 188.982,94	R\$ 2.587.713,21
				VPL	R\$ 1.479.025,70	

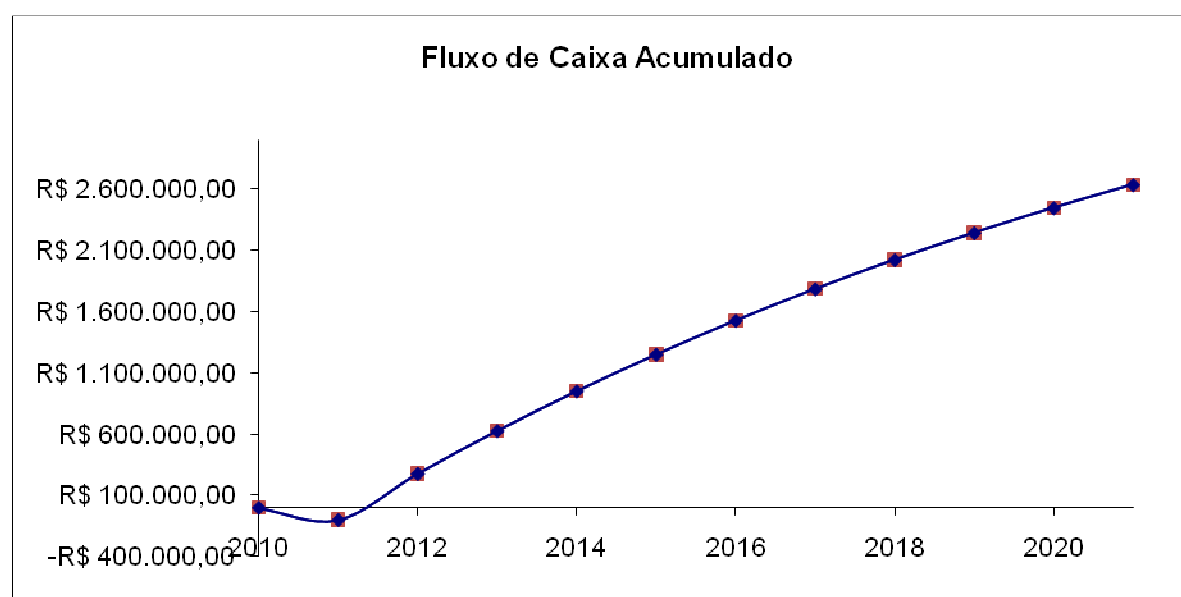


Figura 10: Fluxo de Caixa Acumulado.

5. Conclusões

Foi apresentada e analisada uma proposta de mudança de configuração em uma planta de polimerização de propeno existente de maneira a melhorar a capacidade de recuperação de propeno do sistema.

Foram quantificadas as perdas na configuração atual do processo e determinadas as composições e vazões das correntes que serão utilizadas para alimentação das duas colunas de separação que constituem os elementos principais da modificação proposta para o processo (Colunas B e C).

Analisou-se tanto o uso conjunto das duas colunas mencionadas como a possibilidade da utilização de somente uma delas, para os dois casos mais críticos de operação da planta: altíssima concentração de hidrogênio na corrente de alimentação da Coluna B e alto teor de eteno e hidrogênio nesta corrente. Para a alimentação com alta concentração de hidrogênio, (Caso 1) com a utilização apenas da Coluna B já se atinge os níveis de pureza de propeno impostos pelo processo de polimerização, Já quando tem-se alto teor de eteno e hidrogênio, a utilização das duas colunas em série se faz necessária.

Pelas análises de sensibilidade percebe-se que para o Caso 2 a variação da vazão de refluxo nas colunas pode ser utilizada para produzir um aumento adicional na pureza do propeno recuperado, caso isto venha a ser necessário em novos desenvolvimentos a serem feitos na planta em questão.

Comprovou-se também a viabilidade econômica do projeto, que tem potencial para gerar uma economia de aproximadamente R\$ 408.000,00 reais anuais, fazendo com que o projeto seja amortizado em menos de um ano.

Referências:

CANARY OF QUEST. Norman, 2009. Disponível em:

< http://www.questconsult.com/thermo_intro.html> Acesso em 21 out. 2010.

FELIPETTO, E.; GUARITA, M. B. **Cálculo de Equipamentos**. Porto Alegre: PUCRS, 2003.

MATTOS, E.; FALCO, R. de. **Bombas Industriais**. 2 ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

NIST WEB BOOK. Propriedades termofísicas de sistemas fluidos. Disponível em:
<<http://webbook.nist.gov/chemistry/fluid/>> Acesso em: 15 set. 2010.

ORLANDINI, Lisia. **Proposta de melhoria na recuperação de monômeros em torres recheadas em uma planta piloto de polimerização**. Porto Alegre: UFRGS, 2006
(Trabalho de conclusão de curso de Engenharia Química orientado por Profº. Drº Talita Furnanetto Mendes).

PERRY, J.H. **Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. [S.l.]: Mc GRAW-HILL, 1997.

ASPENPLUS. United States of America, 2004. Disponível em
<http://www.aspentech.com/corporate/>>. Acesso em 10 out. 2010.